

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №1

Тема заняття: Розрахунок споруд для прояснення води

Питання для самоконтролю

1. В чому полягає особливість водопостачання промислових підприємств?
2. Які системи водопостачання застосовуються у промисловості?
3. Чому утворюються відкладення на внутрішній поверхні труб?
4. Від чого залежить кількість та якість води для виробничих потреб?
5. За якими категоріями використовується вода на промислових підприємствах?

Завдання : Розрахувати напірні фільтри для прояснення води

Інформація до розв'язання

Розрахунок напірних фільтрів

В прикладі, який нами розглядається, концентрація зважених речовин становить 15,0 мг/л. В цьому випадку необхідно передбачити споруди для прояснення води. Приймаємо вертикальні напірні фільтри, які серійно випускаються промисловістю. Необхідні для розрахунку дані наведені в табл.

Вертикально напірні фільтри випускаються шести типорозмірів діаметрами 1; 1,5; 2; 2,6; 3; 3,4 м і з висотою шару завантаження 1 м.

Таблиця 1.1 - Технічні характеристики напірних фільтрів

Матеріал завантаження	Крупність зерен завантаження	Коефіцієнт неоднорідності	Швидкість фільтрування, м/г, при режимах	
Пісок кварцовий	0,8...2,0	1,5...1,7	8...10	10...12
Те саме	0,5...1,25	2,0...2,2	5,5...6,0	6,0...7,5
Антрацит дроблений	0,8...1,8	2,0	8,0...10,0	10...12

Для розрахунку приймаємо фільтри з антрацитовим завантаженням і крупністю зерен 0,8...1,8 мм.

1.1.1.2. Розрахунок площі фільтрів

Приймаємо одношарові фільтри вертикального типу із завантаженням антрацитом крупністю 0,8...1,8 і висотою шару завантаження 1 м.

Загальна площа фільтрування з урахуванням власних потреб

$$F_{o.\phi} = \frac{Q_{o.\phi}}{V_n} = \frac{216}{8} = 27,0 \text{ м}^2 \quad (1.1)$$

де V_n – швидкість фільтрування при нормальному режимі, м/г.

Вибираємо фільтри діаметром 3,0 м і площею фільтрування 7,1 м².

$$n = \frac{27,0}{7,1} = 3,8 \approx 4.$$

Тоді число фільтрів

$$\text{Витрата води на власні потреби} \quad q = \frac{drn}{24}$$

де d – витрата води на одне промивання одного фільтра, м³,

$$d = \frac{i \cdot f \cdot \tau \cdot 60}{1000} = \frac{12 \cdot 7,1 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 76,6 \approx 77 \text{ м}^3 \quad (1.2)$$

де i – інтенсивність промивання, л/(с·м²), приймаємо 12 л/(с·м²);

f – площа фільтра;

τ – тривалість промивання, приймається 15 хв;

r – число промивань кожного фільтра, приймаємо 2.

$$\text{Таким чином,} \quad g = \frac{77 \cdot 2 \cdot 4}{24} = 27,5 \text{ м}^3 / \text{год} = 15,3\%$$

Як видно з розрахунків, витрата води на власні потреби фільтрів становить 15,3% замість 8,0% /прийнятих за вихідним даними/. Тому необхідно зменшити число регенерацій фільтрів і зробити перерахунок, або при визначенні собівартості води врахувати отримані дані.

Необхідно знайти швидкість фільтрування при нормальному режимі (один фільтр у промиванні) і форсованому (один фільтр у промиванні, один у ремонті):

$$V_n = \frac{Q_{o.\phi} + g'}{f \cdot (n - 1)} = \frac{216 + 14}{7,1 \cdot (4 - 1)} = 10,8 \text{ м}^3 / \text{год} \geq 10 \text{ м}^3 / \text{год}, \quad (1.3)$$

де g' – додаткова витрата води на власні потреби в порівнянні із прийнятим, м³/год;

$$V_{\phi} = \frac{Q_{o.\phi.} + g'}{f \cdot (n - 2)} = \frac{216 + 14}{7.1 \cdot (4 - 2)} = 16.2 \text{ м/г} \geq 12 \text{ м/год} \quad (1.4)$$

Отже, швидкості завищені, тому необхідно кількість фільтрів збільшити до 5. Тоді :

$$V_{\text{н}} = \frac{230}{7.1 \cdot (5 - 1)} = 8,1 \text{ м/г} \leq 10 \text{ м/год}$$

$$V_{\phi} = \frac{230}{7.1 \cdot (5 - 2)} = 10,8 \text{ м/г} \leq 12 \text{ м/год}$$

Відповідно до розрахунку необхідно встановити п'ять фільтрів діаметром 3,0 м.

Установки для зм'якшення

В загальному випадку вихідні дані для розрахунку Na-катіонітових фільтрів наступні: продуктивність; загальна твердість вихідної води; залишкова твердість і залишкова лужність (для H-Na-катіонітових фільтрів). Основні дані для розрахунку наведені в таблиці 3.2 .

Технічні характеристики катіонітових фільтрів

№	Показник	Фільтр	
		першого ступеня	другого ступеня
1	2	3	4
1	Висота шару катіоніта, м	2,0...2,5	1,5
2	Крупність зерен катіоніта, мм	0,5...1,1	0,5...1,1
3	Швидкість фільтрації, м/г, нормальна (у дужках - максимальна при регенерації одного з фільтрів) при твердості, мг-екв/л: до 5 до 10 до 15	 25 (35) 15 (25) 10 (20)	 40 (60) - -
4	Розпушувальне промивання катіоніта: інтенсивність, л/(с·м ²) тривалість, хв	 3...4 (3) 20 (15)	 3...4 (3) 20 (15)

№	Показник	Фільтр	
		першого ступеня	другого ступеня
5	Питома витрата солі і сірчаної кислоти (у дужках) г/ г-екв, на регенерацію сульфовугілля, при двоступінчастому Na- або H-катіонуванні і твердості оброблюваної води:		
	до 5		
	до 10	100...120 (50...75)	300...400
	до 15	120...200 (100...120)	-
	до 20	170...250 (200...250)	-
		200...300 (250...300)	-
6	Концентрація регенераційного розчину натрію хлористого (у дужках сірчаної кислоти),%	5...8 (1,0...1,5)	8...12
7	Повна обмінна ємність, г-екв/м ³ сульфовугілля крупністю, мм:		
	0,3...0,8	550	-
	0,5...1,1	500	
	катіоніт КУ - 1	600...650	
	катіоніт КУ - 2	1500..1700	
8	Робоча обмінна ємність сульфовугілля, г-екв/м ³	-	250.....300
9	Швидкість пропуску регенераційного розчину, м/г	3...4	3...5
10	Відмивання катіоніта від продуктів регенерації:		
	швидкість відмивної води через катіоніт, м/г	6...8	6...8
	питома витрата відмивної води, м ³ /м ³		
	сульфовугілля	4	8...10
	катіоніт КУ - 2	6	10...12

№	Показник	Фільтр	
		першого ступеня	другого ступеня
	тривалість регенерації фільтра при завантаженні, год		
	сульфовугілля	2	2,5...3,5
	катіоніт КУ - 2	3,0...4,5	3,5...5,0

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №2

Тема заняття: Розрахунок фільтрів першого ступеня

Питання для самоконтролю

1. Які витрати води існують в оборотних системах?
2. Які параметри характеризують тепловий режим охолоджувачів води?
3. Які види солей присутні в оборотних системах?
4. В яких межах коливається температура та твердість води?
5. Що показує індекс стабільності води?

Завдання

При розрахунку слід мати на увазі, що в установці повинно бути не менше двох робочих фільтрів і додатково один резервний. Оскільки в нашому прикладі твердість води досить висока (10 мг-екв/л), а залишкова твердість не повинна перевищувати 0,01 мг-екв/л, приймаємо двоступінчасту схему Na-катіонування.

Розрахунок фільтрів першого ступеня

Знаходимо необхідний об'єм катіоніта:

$$W = \frac{Q_{1ст}^{Na} \cdot T_o}{E_p^{Na} \cdot a}$$

де $Q_{1ст}^{Na}$ – витрата води на фільтри першого ступеня, м³/год,

$$Q_{1ст}^{Na} = 180 \cdot 1,1 = 198 \text{ м}^3/\text{год}$$

T_o – загальна твердість вихідної води, г-екв/м³:

E_p^{Na} - робоча ємність катіоніта, г-екв/м³

$$E_p^{Na} = \alpha_e \cdot \beta \cdot E_n - 0.5 \cdot g_y \cdot T_o$$

α_e - коефіцієнт ефективності регенерації залежно від питомої витрати солі /по табл. 1.7 приймаємо 150 г-екв, тому $\lambda=0,74$;

β - коефіцієнт, що враховує зниження обмінної ємності катіоніта по Ca^{2+} і Mg^{2+} за рахунок вмісту Na^+ (приймаємо по табл. 1.7);

E_n - повна обмінна ємність катіоніта, г-екв/м³;

g_y - питома витрата води на відмивання катіоніта (по табл.1.6 приймаємо 4м³/м³);

a - число регенерацій катіоніта на добу (не більше трьох, приймаємо 2).

Підставляючи числові значення в першу формулу, отримуємо

$$W = \frac{24 \cdot 200 \cdot 10}{318 \cdot 2} = 75.47 \approx 75.5 \text{ м}^3$$

Таблиця 1.2 - Питома витрата солі на регенерацію катіоніта

Питома витрата солі на регенерацію катіоніта, г-екв, робочої обмінної ємності	100	150	200	250	300		
Коефіцієнт ефективності регенерації катіоніта	0,62	0,74	0,81	0,86	0,9		
T_o	0,01	0,03	0,05	0,07	0,1	0,3	0,5
	0,7	1,0	3,0	5,0	7,01	10,0	
β	0,93	0,91	0,88	0,86	0,83	0,77	0,7
	0,68	0,65	0,60	0,54	0,52	0,5	

У табл. 1.7 $C_{Na^+} = \frac{[Na^+]}{23}$

Для даного приклада по табл. 1.1 $C_{Na} = \frac{1}{10} = 0.1$. Отже за табл. 1.7 знаходимо, що

$\beta=0,83$.

Тоді $E_p = 0.74 \cdot 0.83 \cdot 550 - 0.5 \cdot 4 \cdot 10 \approx 318$ г – екв/м³.

Приймаємо висоту завантаження катіоніта 2,5 м і фільтри діаметром 3,4м.

Необхідна сумарна площа фільтрів

$$F = \frac{V'}{H_{1cm}^{Na}} = \frac{200}{2.5} = 80 \text{ м}^2$$

де H_{ICT}^{Na} - висота шару завантаження фільтра першого ступеня.

Далі визначаємо число робочих фільтрів:

$$n = \frac{F'}{f} = \frac{200}{9.1} = 22 \approx 22$$

Приймаємо чотири робочих фільтра й один резервний. Потім визначаємо швидкості фільтрування води:

при нормальному режимі $V_H = \frac{Q_{ICT}^{Na}}{f \cdot n} = \frac{200}{9.1 \cdot 4} = 5.5$ м/год;

при форсованому режимі $V_\Phi = \frac{Q_{ICT}^{Na}}{f \cdot (n-1)} = \frac{200}{9.1 \cdot 3} = 7$ м/год.

При низьких швидкостях фільтрування знижується обмінна ємність катіоніта. У нашому прикладі швидкості досить низькі, тому необхідно зменшити кількість фільтрів і розрахувати швидкості фільтрування при трьох робочих фільтрах:

$$V_H = \frac{200}{9.1 \cdot 3} = 7.7 \text{ м/год} < 15 \text{ м/год}$$

$$V_H = \frac{200}{9.1 \cdot 2} = 11 \text{ м/год} < 25 \text{ м/год}$$

Необхідна кількість регенерацій

$$a = \frac{24 \cdot Q_{1cm} \cdot E_p}{f H_{1cm} E_p^{Na} n} = \frac{24 \cdot 200 \cdot 10}{9.1 \cdot 2.5 \cdot 3 \cdot 318} = 2.2$$

Таким чином, доцільно прийняти три робочих фільтра й один резервний. Кількість регенерацій: дві (при збільшенні витрати солі на регенерацію до 200г/ г-екв) або три, що відповідає нормам [1].

Розрахунок витрати води на власні потреби установки.

Визначаємо витрату солі на одну регенерацію:

$$\delta_{1ст}^{Na} = \frac{E_p^{iNa} f H_{KICT} g_1}{10} = \frac{318 \cdot 9,1 \cdot 2,5 \cdot 150}{10^3} = 1060 \text{ кг}$$

де g_1 - питома витрата солі на регенерацію, г/г-екв.

Знаходимо добову витрату технічної солі (93%) для регенерації всіх фільтрів:

$$\sum \delta_{1ст}^{Na} = \frac{\delta_{1ст}^{Na} \cdot a \cdot n \cdot 100}{93} = \frac{1060 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 100}{93} = 6839 \text{ кг/доб},$$

де 93 – вміст $NaCl$ у технічній солі, %.

Процес регенерації складається із трьох операцій: розпушення, власне регенерації і відмивання. Загальна тривалість процесу регенерації (якщо катіонітом є сульфовугілля) становить 2 год (табл. 1.6).

Витрата води на розпушення одного фільтра першого ступеня

$$Q_{розп1ст}^{Na} = \frac{i \cdot f \cdot 60 \cdot \tau_{роз}}{1000} = \frac{3 \cdot 9,1 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 24,5 \text{ м}^3.$$

Об'єм води для приготування розчину солі, необхідного на одну регенерацію одного фільтра, визначають по наступній формулі:

$$Q_{розч1ст}^{Na} = \frac{\delta_{1ст} \cdot 100}{1000 \rho b} = \frac{1060 \cdot 100}{1000 \cdot 1,034 \cdot 5} = 20,5 \text{ м}^3,$$

де ρ - щільність розчину, кг/м³;

b - концентрація розчину, %.

Визначаємо витрату води на відмивання катіоніта від продуктів регенерації:

$$Q_{відм1ст}^{Na} = g_{отм} \cdot f \cdot H_K = 4 \cdot 9,1 \cdot 2,5 = 90 \text{ м}^3.$$

Де $g_{отм}$ – питома витрата на відмивання катіоніта, м³/м³ (див. табл. 1.6).

Загальна витрата води на одну регенерацію:

без використання відмивної води

$$\sum Q_{1cm}^{Na} = Q_{розн1cm}^{Na} + Q_{розч1cm}^{Na} + Q_{відм1cm}^{Na} = 24,5 + 20,5 + 90 = 135 м^3 ;$$

з використанням 50% відмивної води на розпушення

$$\sum Q_{1cm}^{Na} = 24,5 + 20,5 + \frac{90}{2} = 90 м^3$$

Середня годинна витрата на власні потреби фільтрів першого ступеня без врахування відмивної води

$$Q_{вл1ст}^{Na} = \frac{\sum Q_{1ст}^{Na} \cdot a \cdot n}{24} = \frac{135 \cdot 3 \cdot 3}{24} \approx 51 м^3 / год,$$

що становить 18,4% /у вихідних даних прийнято 10%/;

з врахування відмивної води

$$Q_{вл1ст}^{Nf} = \frac{90 \cdot 3 \cdot 3}{24} \approx 34 м^3 = 10,8\%$$

Отже, при визначенні собівартості очищення води необхідно прийняти витрату води на власні потреби фільтрів першого ступеня, отриману розрахунком (10,8%), або зменшити число регенерацій і провести перерахування.

Міжрегенерацийний період роботи фільтра потрібно встановлювати таким, щоб виключити збіг промивань:

$$T = \frac{24}{a} - \sum \tau_{рег} = \frac{24}{3} - 2,25 = 5,75 год,$$

$$\sum \tau_{рег} = \tau_{роз} + \tau_p + \tau_{від} ,$$

де $\tau_{роз}$ - час розпушення (по табл. 1.6 приймаємо 15 хв);

τ_p - час пропущення розчину солі:

$$\tau_p = \frac{Q_{розн1cm} \cdot 60}{V_p f} = \frac{20,5 \cdot 5 \cdot 60}{4 \cdot 9,1} = 33,8 \approx 34,0 хв$$

V_p - швидкість води при регенерації (див. табл. 1.6);

$\tau_{від}$ - час відмивання, хв.;

$$\tau_{від} = \frac{Q_{відм1см}^{Na} \cdot 60}{V_{відм} \cdot f} = \frac{90 \cdot 60}{7 \cdot 9.1} = 85 \text{ хв},$$

$V_{відм}$ – швидкість води при відмиванні (див. табл. 1.6).

Тоді $\sum \tau_p = 15 + 34 + 85 = 134 \text{ хв} = 2,25 \text{ год}$.

Кількість одночасних регенерацій по фільтрах першого ступеня

$$П = \frac{na \geq \tau_{ре}}{24} = \frac{3 \cdot 3 \cdot 2,25}{24} = 0,84,$$

$П < 1$, отже, збігу регенерації немає.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №3

Тема заняття: Розрахунок фільтрів другого ступеня

Питання для повторювання

1. Які головні показники якості води вам відомі?
2. З яких елементів складаються вапняно-содово-катіонітові установки?
3. З яких елементів складаються натрій-катіонітові установки?

Завдання. Виконати розрахунок катіонітових фільтрів другого ступеня для продуктивності Q .

Інформація до розв'язання

При розрахунку слід виходити з того, що твердість води, яка надходить на фільтри другого ступеня, не повинна перевищувати 0,1 мг-екв/л.

Оскільки твердість вихідної води T_{II} для фільтрів другого ступеня невелика (0,1 мг-екв/л), тривалість фільтроциклу рекомендується приймати рівної 100 год і більше.

Фільтри другого ступеня можна розраховувати двома способами.

1. За об'ємом завантаження катіоніта

$$W_{II} = \frac{24 \cdot Q_{II} \cdot T_{II}}{\alpha \cdot E_{IIp}} = \frac{24 \cdot 180 \cdot 0.1}{0.2 \cdot 429} = 5.03 \text{ м}^3 ;$$

$$E_{IIp} = \alpha_s \cdot \beta \cdot E_{повн}$$

Значення β та α - приймаємо по табл. 1.7 і 1.8, тоді

$$E_{IIp} = 0.94 \cdot 0.83 \cdot 550 = 429 \text{ г - екв / м}^3$$

Загальна площа фільтрування

$$F = \frac{W_{II}}{H_{II}} = \frac{5.03}{1.5} = 3.35 \text{ м}^2$$

Приймаємо два фільтри діаметром 2 м і площею 3,1 м².

2. За швидкостями процесу фільтрування у зв'язку з незначною твердістю.

Загальна площа фільтрації

$$F = \frac{Q_{II}}{V_n} = \frac{180}{40} = 4.5 \text{ м}^2$$

Тому приймаємо два фільтри діаметром 2м і площею 3,1 м². Тоді швидкість

$$V_n = \frac{180}{3,1 \cdot 2} = 30 \text{ м/год}$$

При форсованому режимі роботи, коли виключений один з фільтрів:

$$V_n = \frac{180}{3,1 \cdot (2-1)} = 58 \text{ м/год}$$

що відповідає нормам [1].

Робочу ємність сульфовугілля згідно [1] приймаємо 250 г-екв/м³, витрата солі – 300 г/ г-екв.

Установлюємо кількість регенерацій у добу:

$$a = \frac{24 \cdot Q_{II} \cdot H_{II}}{F_{II} \cdot H_{II} \cdot E_{pII}^{Na} \cdot n} = \frac{24 \cdot 180 \cdot 0,1}{3,1 \cdot 1,5 \cdot 250 \cdot 2} = 0,2$$

Регенерація фільтрів буде проводитися через 5 діб. Якщо не працює один фільтр, регенерацію необхідно проводити приблизно через 2 доби.

Визначаємо витрату солі на регенерацію одного фільтра другого ступеня:

$$G_{cII} = \frac{E_{pII}^{Na} \cdot F_{II} \cdot H_{II} \cdot g_2}{1000} = \frac{250 \cdot 3,1 \cdot 1,5 \cdot 300}{1000} = 348,75 \approx 349 \text{ кг}$$

де g_2 - питома витрата солі.

Знаходимо добову витрату технічної солі на регенерацію фільтрів другого ступеня:

$$\sum G_{cII} = \frac{G_{cII} \cdot a \cdot n \cdot 100}{93} = \frac{349 \cdot 0,2 \cdot 2 \cdot 100}{93} = 150 \text{ кг/доб}$$

Розраховуємо витрату води на регенерацію фільтрів другого ступеня.

1. Розпушення:

$$Q_{\text{взрII}} = \frac{v_{II} \cdot F_{II} \cdot 60 \tau_{\text{взр}}}{1000} = \frac{3 \cdot 3,1 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 8,37 \text{ м}^3 \approx 8,4 \text{ м}^3$$

2. Безпосередньо регенерація:

$$Q_{\text{рII}} = \frac{Q_{\text{сII}} \cdot 1000}{1000 \cdot \rho \cdot b} = \frac{349 \cdot 100}{1000 \cdot 1,056 \cdot 8} = 4 \text{ м}^3$$

3. Відмивання:

$$Q_{\text{відмII}} = g_{\text{відмII}} \cdot F_{II} \cdot H_{II} = 6,0 \cdot 3,1 \cdot 1,5 = 28 \text{ м}^3$$

Визначаємо загальну витрату води на одну регенерацію одного фільтра другого ступеня:

без використання відмивної води

$$\Sigma Q_{\text{рII}} = Q_{\text{розII}} + Q_{\text{рII}} + Q_{\text{відмII}} = 8,4 + 4,0 + 28 = 40,4 \text{ м}^3;$$

з використанням відмивної води

$$\Sigma Q_{\text{рII}} = 8,4 + 4,0 + \frac{28}{2} = 26,4 \text{ м}^3$$

Годинна витрата води на власні потреби другого ступеня:

без урахування використання відмивної води

$$Q_{\text{власнII}} = \frac{\Sigma Q_{\text{рII}} \cdot \alpha \cdot n}{24} = \frac{40,4 \cdot 0,2 \cdot 2}{24} = 0,7 \text{ м}^3 / \text{год};$$

з урахуванням використання відмивної води

$$Q_{\text{власнII}} = \frac{26,4 \cdot 0,2 \cdot 2}{24} = 0,44 \text{ м}^3 / \text{год}$$

Витрата зм'якшеної води на власні потреби другого ступеня склала 0,35%, прийняли 2%.

Розрахунок Na-катионітових фільтрів другого ступеня

При розрахунку слід виходити з того, що твердість води, яка надходить на фільтри другого ступеня, не повинна перевищувати 0,1 мг-екв/л.

Оскільки твердість вихідної води T_{II} для фільтрів другого ступеня невелика (0,1 мг-екв/л), тривалість фільтроциклу рекомендується приймати рівної 100 год і більше.

Фільтри другого ступеня можна розраховувати двома способами.

1. За об'ємом завантаження катіоніта

$$W_{II} = \frac{L_4 \cdot Q_{II} \cdot T_{II}}{\alpha \cdot E_{IIp}} = \frac{L_4 \cdot 180 \cdot 0.1}{0.2 \cdot 429} = 5.03 \text{ м}^3 ;$$

$$E_{IIp} = \alpha_s \cdot \beta \cdot E_{повн}$$

Значення β та α - приймаємо по табл. 1.7 і 1.8, тоді

$$E_{IIp} = 0.94 \cdot 0.83 \cdot 550 = 429 \text{ г - екв / м}^3$$

Загальна площа фільтрування

$$F = \frac{W_{II}}{H_{II}} = \frac{5.03}{1.5} = 3.35 \text{ м}^2$$

Приймаємо два фільтри діаметром 2 м і площею 3,1 м².

2. За швидкостями процесу фільтрування у зв'язку з незначною твердістю.

Загальна площа фільтрації

$$F = \frac{Q_{II}}{V_n} = \frac{180}{40} = 4.5 \text{ м}^2$$

Тому приймаємо два фільтри діаметром 2м і площею 3,1 м². Тоді швидкість

$$V_n = \frac{180}{3,1 \cdot 2} = 30 \text{ м / год}$$

При форсованому режимі роботи, коли виключений один з фільтрів:

$$V_n = \frac{180}{3,1 \cdot (2 - 1)} = 58 \text{ м / год}$$

що відповідає нормам [1].

Робочу ємність сульфовугілля згідно [1] приймаємо 250 г-екв/м³, витрата солі – 300 г/ г-екв.

Установлюємо кількість регенерацій у добу:

$$a = \frac{L_4 \cdot Q_{II} \cdot l_{II}}{F_{II} \cdot H_{II} \cdot E_{pII}^{Na} n} = \frac{24 \cdot 100 \cdot 0.1}{3.1 \cdot 1.5 \cdot 250 \cdot 2} = 0.2$$

Регенерація фільтрів буде проводитися через 5 діб. Якщо не працює один фільтр, регенерацію необхідно проводити приблизно через 2 доби.

Визначаємо витрату солі на регенерацію одного фільтра другого ступеня:

$$G_{cII} = \frac{E_{pII}^{Na} \cdot F_{II} \cdot H_{II} \cdot g_2}{1000} = \frac{250 \cdot 3.1 \cdot 1.5 \cdot 300}{1000} = 348.75 \approx 349 \text{ кг}$$

де g_2 - питома витрата солі.

Знаходимо добову витрату технічної солі на регенерацію фільтрів другого ступеня:

$$\Sigma G_{cII} = \frac{G_{cII} \cdot a \cdot n \cdot 100}{93} = \frac{349 \cdot 0.2 \cdot 2 \cdot 100}{93} = 150 \text{ кг / доб}$$

Розраховуємо витрату води на регенерацію фільтрів другого ступеня.

1. Розпушення:

$$Q_{взрII} = \frac{l_{II} \cdot F_{II} \cdot 60 \tau_{взр}}{1000} = \frac{3 \cdot 3,1 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 8,37 \text{ м}^3 \approx 8,4 \text{ м}^3$$

2. Безпосередньо регенерація:

$$Q_{pII} = \frac{G_{cII} \cdot 1000}{1000 \cdot \rho \cdot b} = \frac{349 \cdot 100}{1000 \cdot 1,056 \cdot 8} = 4 \text{ м}^3$$

3. Відмивання:

$$Q_{відмII} = g_{відмII} \cdot F_{II} \cdot H_{II} = 6,0 \cdot 3,1 \cdot 1,5 = 28 \text{ м}^3$$

Визначаємо загальну витрату води на одну регенерацію одного фільтра другого ступеня:

без використання відмивної води

$$\Sigma Q_{pII} = Q_{розII} + Q_{pII} + Q_{відмII} = 8.4 + 4.0 + 28 = 40.4 м^3 ;$$

з використанням відмивної води

$$\Sigma Q_{pII} = 8.4 + 4.0 + \frac{28}{2} = 26.4 м^3$$

Годинна витрата води на власні потреби другого ступеня:

без урахування використання відмивної води

$$Q_{власнII} = \frac{\Sigma Q_{pII} \cdot \alpha n}{24} = \frac{40.4 \cdot 0.2 \cdot 2}{24} = 0.7 м^3 / год ;$$

з урахуванням використання відмивної води

$$Q_{власнII} = \frac{26.4 \cdot 0.2 \cdot 2}{24} = 0.44 м^3 / год$$

Витрата зм'якшеної води на власні потреби другого ступеня склала 0,35%, прийняли 2%.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №4,5(4 години)

Розрахунок установок реагентного пом'якшення води

Питання для повторювання

1. З яких елементів складаються водень-катіонітові установки?
2. З яких елементів складаються водень-натрій катіонітові установки?
3. З яких елементів складаються амоній-катіонітові установки?
4. За якими параметрами здійснюється вибір схеми зм'якшення?

Завдання

Розрахувати установку реагентного пом'якшення води і розробити технологічну схему. На основі розробленої схеми розрахувати матеріальний баланс витрати води і суспензій по основних споруд і скласти балансову схему.

До складу установки можуть входити:

- а) пристрій для приготування і дозування розчинів,
- б) змішувачі,
- в) камери утворення пластівців,
- г) освітлювачі зі зважених шаром осаду або вихрові реактори,
- д) фільтри.

Інформація до розв'язання

Початкові дані:

Витрата води Q ;

Зміст Ca^{2+} ;

Зміст Mg^{2+} ;

Каламутність вихідної води M_i

Кольоровість початкової води;

pH вихідної води;

Температура води t ;

Вимоги до пом'якшеній воді:

Жорсткість загальна залишкова J_0

Допустима каламутність M_1

Визначаємо загальну жорсткість води.

Визначаємо карбонатні жорсткість води.

Визначаємо некарбонатну жорсткість води.

Зміст у вихідній воді вільної вуглекислоти (CO_2) при заданому pH і заданій лужності $Щ_0$ і температурі визначаємо відповідно до вихідних параметрів.

Доза вапна (для усунення карбонатної жорсткості) в перерахунку на CaO:

$$D_u = 28 \left(\frac{CO_2}{22,01} + \frac{HCO_3^-}{61,02} + \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \frac{D_k}{e} + 0,5 \right) \text{ мг/л}$$

де D_k – доза коагулянту $FeCl_3$ або $FeSO_4$ у перерахунку на безводну речовину в мг/л;

e - еквівалентна вага активної речовини коагулянту (для $FeCl_3$ – 54 мг-екв/л; для $FeSO_4$ – 76 мг-екв/л; для $Al_2(SO_4)_3$ – 57 мг-екв/л);

0,5 – надлишок вапна, мг/л.

Член D_k/e приймається зі знаком (+), якщо коагулянт вводять разом з вапном або після нього, і зі знаком (-), якщо коагулянт вводять раніше вапна.

Доза коагулянту визначається за формулою:

$$D_k = 3 \sqrt[3]{C},$$

где C – кількість що утворюється при пом'якшенні води суспензією в перерахунку на суху речовину, мг/л.

Кількість суспензії, що утворюється при вапняному способі пом'якшення, визначають, використовуючи залежність:

$$C_u = M_u + 50 \left(\frac{CO_2}{22,01} + 2Ж_k \right) + 29 \frac{Mg^{2+}}{12,16} + D_u \left(\frac{100-m}{100} \right) \text{ мг/л}$$

де m – зміст вапна в товарній продукції, %.

Потім визначаємо кількість суспензії, що утворюється при вапняно-содовому пом'якшенні води:

$$C_{u.c} = M_u + 50 (Ж_0 + Ж_k + \frac{CO_2}{22,01} + 0,5) + 29 \frac{Mg^{2+}}{12,16} + D_u \frac{100-m}{100} \text{ мг/л}$$

Визначаємо дозу соди (в перерахунку на Na_2CO_3)

$$D_c = 53 \left(Ж_n + \frac{D_k}{e} + 1 \right)$$

При проектуванні установок для приготування вапняного молока необхідно передбачити: бункер для прийому вапна, дробарку, класифікатор, баки для вапняного молока з пристроями для перемішування.

Вагові кількості реагентів - вапна, соди, хлорного заліза, необхідні для пом'якшення і освітлення, розраховуємо з виразів:

$$G_u = \frac{Q \times D_u \times 100}{K_u \times 100} ; \quad G_c = \frac{Q \times D_c \times 100}{K_c \times 100} ; \quad G_k = \frac{Q \times D_k \times 100}{K_k \times 100} .$$

де K_u – вміст CaO в товарному вапні, дорівнює 70%;

K_c – вміст соди в товарному продукті, дорівнює 95%;

K_k – вміст хлорного заліза в товарному коагулянті, дорівнює 98%.

Потім підбираємо основні споруди, що входять до складу технологічної схеми, розраховуємо матеріальний баланс, а також розміри і кількість споруд та обладнання.

Рекомендується приймати змішувачі вертикальні. Ребристі і дірчасті змішувачі застосовувати недоцільно, тому що швидкість руху води в них недостатня для підтримки частинок вапна у зваженому стані і вони будуть випадати в осад у самому змішувачі.

Розрахунок установки з вихровими реакторами

Вихровий реактор (спірактор) являє собою резервуар у вигляді усіченого конуса з верхньою циліндричною частиною. Реактор має невеликий кут конусності (15 ... 20 °) і приблизно на половину всієї висоти заповнений контактною масою - кварцовим піском або мармуровою крихтою діаметром 0,2 ... 0,3 мм. Під час роботи реактора контактна маса знаходиться у зваженому стані.
Вихідні дані:

Витрата води Q

Вміст зважених речовин

Вміст Mg^{2+}

вміст HCO_3^-

Величина карбонатної жорсткості повинна складати 85% від загальної жорсткості води.

Тоді площа верхнього поперечного перерізу на рівні водовідвідних пристроїв повинна бути:

$$f_v = q_c / v_v$$

де f_v – площа верхнього поперечного перетину реактора, м²;

q_c - секундна витрата, м³;

v_v - швидкість руху води у верхній частині реактора, м/с.

(Можна прийняти $v_v=0,004...0,006$ м/с)

Діаметр верхньої частини буде дорівнювати:

$$d_в = \sqrt{\frac{4f_в}{\pi}}$$

Діаметр нижнього перетину реактора приймаємо 0,2м.

Швидкість руху води в нижній частині реактора приймають зазвичай 0,8 ... 1,0 м / с.

У нашому випадку:

$$v_н = q_c / f_н$$

$f_н$ - площа нижнього поперечного перерізу реактора, м².

Якщо прийняти більший діаметр нижньої частини, то отримаємо низькі швидкості руху води, в цьому випадку в нижню частину реактора встановлюють конічну вставку.

Кут конусності приймають 15 ... 20 °. Тоді висота усіченого конуса буде дорівнювати:

$$h_{у.к} = 1/2 (d_в - d_н) \operatorname{ctg} 20/2$$

Об'єм реактора:

$$W = 1/3 \times h_{у.к} (f_в + f_н + \sqrt{f_в + f_н})$$

Приймається висота завантаження реактора контактною масою, яка дорівнює:

$$h_з = 0,5 h_{у.к}.$$

Діаметр реактора на висоті завантаження відносно нижнього перетину дорівнюватиме:

$$d_1 = (h_з - \operatorname{tg} \alpha/2)^2 + d_н$$

где α – кут конусності.

Обсяг реактора в межах заповнення його контактної масою визначаємо за формулою (1).

Насичення водою контактної маси в займаному нею обсязі реактора
складе:

$$P_6 = 100 - \frac{G_k}{W_1 \times q_0 \times 1000} 100 \%,$$

де q_0 – питома вага контактної маси, $q_0=1,65$.

Таблиця 1 – Вихідні дані для розрахунку з освітлювачами

Вихідні дані	Номер варіанту											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Витрата води Q , м ³ /доб	15000	8000	12000	3000	5000	10000	18000	3000	6000	14000	17000	9000
Вміст Ca^{2+} , мг/л	175	120	70	200	220	50	120	140	180	150	90	150
Вміст Mg^{2+} , мг/л	30	25	15	10	18	32	40	35	30	22	16	14
Каламутність вихідної води, мг/л	300	250	170	60	350	400	420	390	90	220	305	410
Вміст бікарбонатів HCO_3^- , мг/л	488	366	289,7	366	488	253,7	244	427	488	244	355,6	427
Температура води, °С	10	15	20	25	30	35	20	15	10	20	30	25
рН вихідної води	7,1	6,8	7,2	6,8	7,6	7,4	6,6	7,5	7,9	7,7	7,2	7,4

Кольоровість вихідної води	50	50	50	50	50	50	50	55	55	55	55	55
Вимоги J_0 , мг-экв/л	1,5	1,5	2,0	1,5	2,0	1,5	2,0	1,5	2,0	1,5	2,0	1,5
Каламутність, мг/л	10	15	10	15	10	15	10	15	10	15	10	15

Таблиця 2 – Вихідні дані для розрахунку з вихровими реакторами

Вихідні дані	Номер варіанту											
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Витрата води Q , м ³ /доб	20000	10000	5000	3000	7000	12000	18000	4000	6000	8000	16000	14000
Вміст зважених речовин, мг/л	10	12	14	15	10	12	14	10	15	10	13	10

Таблиця 3 – вміст вільної вуглекислоти (в мг / л) у вихідній воді

Загальна лужність води Σ , мг-екв/л	Вміст вільної вуглекислоти CO ₂ у воді при температурі 10 ° С, солевмісті 200мг /л и при значеннях рН															
	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7,0	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8,0
0,5	18	14	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	2	1	1	1
0,6	21	16	13	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	1	1	1
0,7	24	18	15	12	10	8	7	5	4	3	3	3	2	1	1	1
0,8	28	21	18	14	11	9	7	6	5	4	3	3	2	1	1	1
0,9	32	24	20	15	13	10	8	6	5	4	4	4	2	1	1	1
1,0	36	27	23	17	14	11	9	7	5	4	4	4	3	2	2	1
1,1	39	30	25	19	15	12	9	7	6	5	4	4	3	2	2	1
1,2	43	33	27	21	17	13	10	8	6	5	4	4	3	2	2	1
1,3	47	36	29	23	18	14	11	8	7	6	5	4	3	3	2	1
1,4	0	39	31	24	19	15	12	9	8	6	5	4	3	3	2	2
1,5	54	41	33	26	21	17	13	10	8	7	5	5	3	3	3	2
1,6	58	44	36	28	22	18	14	11	9	7	5	5	4	3	3	2
1,7	61	47	38	30	23	20	15	11	10	7	6	5	4	3	3	2
1,8	64	50	40	31	25	21	16	12	11	8	6	5	4	3	3	2
1,9	68	52	42	33	26	22	17	13	11	9	6	6	4	3	3	2
2,0	72	55	44	35	28	23	18	14	12	10	7	6	5	4	3	2
2,5	90	69	56	44	35	28	23	18	14	12	10	7	6	5	4	3
3,0	108	83	67	53	42	34	27	22	17	14	11	8	7	6	5	3
3,5	-	97	79	62	49	39	31	25	19	16	12	9	8	7	5	4

4,0	-	111	90	71	56	45	35	28	22	18	14	11	10	8	6	5
4,5	-	-	100	79	63	50	40	32	25	21	16	12	11	9	7	5
5,0	-	-	-	88	70	56	44	36	28	23	18	14	12	10	9	6
5,5	-	-	-	97	77	62	48	39	31	25	19	15	13	11	9	6
6,0	-	-	-	106	85	68	53	43	33	27	21	17	14	12	9	7
6,5	-	-	-	-	92	74	57	46	36	29	23	18	15	12	10	8
7,0	-	-	-	-	99	79	61	50	39	31	25	19	16	13	10	9
7,5	-	-	-	-	106	85	66	54	42	33	26	21	17	14	11	10
8,0	-	-	-	-	-	90	70	57	44	35	28	22	18	15	12	10

Таблиця 4 – Поправка β на солеміст води при визначенні CO₂

Вміст, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
β	1,05	1,0	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Таблиця 5 – Поправка τ на температуру води при визначенні CO₂

Температура води, °C	0	5	10	15	20	30	40	50	60
τ	1,28	1,12	1,0	0,9	0,83	0,74	0,7	0,66	0,65

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ № 6,7 (4 год.)

Пом'якшення та знесолення води йонообмінним методом

Розрахунок катіонітових фільтрів

Питання для повторювання

1. З яких елементів складаються натрій-катіонітові установки?
2. З яких елементів складаються водень-натрій катіонітові установки?
3. З яких елементів складаються амоній-катіонітові установки?
4. За якими параметрами здійснюється вибір схеми обробки води?

Завдання

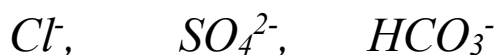
Вихідні дані: розрахувати 3-х ступінчасту установку для глибокого знесолення води. Витрата Q .

Аналіз води:

Катіони:



Аніони:



Розрахуємо загальну мінералізацію води:

$$M = \sum K + \sum A$$

Інформація для розв'язання

Н-катіонітові фільтри завантажують сильнокислотним катіонітом КУ-2-8.

Розрахунок катіонітових фільтрів 1-го ступеня

Об'єм Н-катіонітових фільтрів 1-го ступеня розраховуємо за формулою:

$$W = a_1 Q_{\text{сут}} \sum [K] / (n E_{\text{раб}}),$$

де a_1 – коефіцієнт врахування води на власні потреби установки (можна прийняти 1,1...1,35);

$Q_{\text{доб}}$ – корисна витрата (знесоленої води), м³/доб;

$\sum [K]$ – сума катіонів у вихідній воді, г-екв/м³;

n - число фільтроциклів за добу;

$$E_{раб} = a_{\varepsilon}^n E_{полн} - 0,5 q_y \Sigma[K]$$

a_{ε}^n - коефіцієнт ефективності регенерації;

$E_{полн}$ - повна обмінна здатність катіоніту, що дорівнює КУ1 – 600...650г-екв/м³, КУ2-8 – 1500...1700г-екв/м³;

q_y - питома витрата освітленої води на відмивання 1 м³ Н-катіоніту.

Тоді при $E_{повн}=1500$ г-екв/м³ и $q=4...5$ м³/м³

При висоті завантаження $h=2,5$ м, сумарна площа фільтрів буде:

$$\Sigma F_{HI} = W / h$$

Швидкість фільтрації води в нормальному режимі:

$$v = Q / F$$

Розрахунок катіонітових фільтрів 2-го ступеня

Для катіонітових фільтрів 2-й ступеня:

$$E_{раб} = a_{\varepsilon} E_{полн} - 0,5 q C_{Na} ,$$

де C_{Na} – вміст натрію в воді, що надходить на фільтри 2-го ступеня, внаслідок проскоку у фільтрат 1-го ступеня. Величина C_{Na} приймається (с запасом) рівному концентрації у вихідній воді.

При питомій витраті H_2SO_4 , рівній 100г/г-екв, $a_{\varepsilon} = 0,85$;

$q=8...10$ м³/м³ катіоніту.

Водень-катіонітові фільтри 3-й ступеня приймаємо без розрахунку, рівнозначно 2-го ступеню. Швидкість фільтрації води через Н-катіонітові фільтри 1-го ступеня повинна бути не більше 25 м / год, а при форсованому режимі - не більше 30 м / год. Для фільтрів 2-й і 3-го ступеня цю величину можна збільшити до 40 ... 60 м / год.

Вихідні дані

Таблиця 9 – Варіанти завдань

№ варіанту	Вихідні дані					
	Витрата води, м ³ /доб	Вміст у вихідній воді, г/л				
		<i>CaCl₂</i>	<i>NaCl</i>	<i>Na₂SO₄</i>	<i>Ca(HCO₃)₂</i>	<i>K₂SO₄</i>
1.	1800	0,4	0,2	-	1,2	0,4
2.	2100	-	0,8	0,2	0,3	0,8
3.	4000	0,1	-	-	1,5	0,6
4.	3200	1,1	-	0,6	-	0,3
5.	2500	0,4	0,6	-	1,2	-
6.	3600	1,0	-	-	0,7	0,7
7.	1500	0,9	1,3	-	-	-
8.	1900	0,1	-	0,9	0,9	-
9.	2000	-	0,5	-	0,9	0,5
10.	4100	1,1	-	0,7	-	-
11.	3000	-	-	0,5	1,0	0,3
12.	1200	0,4	-	0,2	1,2	0,1
13.	1800	0,4	0,3	-	0,5	0,3
14.	3000	-	-	0,4	0,6	0,7
15.	2500	0,6	-	-	1,2	-
16.	3500	-	-	0,5	0,8	0,5
17.	4000	0,2	0,4	0,5	-	0,1
18.	2500	-	0,5	0,5	1,0	-
19.	3000	-	-	0,3	1,2	0,1
20.	4500	-	-	0,2	1,0	0,3
21.	4800	0,6	-	-	0,9	-
22.	4100	0,2	-	0,4	0,8	-

23.	3900	-	0,3	0,5	0,7	-
24.	3500	-	0,3	-	0,8	0,5
25.	3200	1,0	0,6	-	-	-

Примітка: Число ступенів установки і концентрацію кремнієвої кислоти в знесоленої воді в кожному конкретному випадку задається викладачем усно.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №8,9 (4 год.)

Тема заняття: Пом'якшення та знесолення води йонообмінним методом.
Розрахунок аніонітових фільтрів

Питання для повторювання

1. Як застосовується вода на підприємствах чорної металургії.
2. Які категорії використання води існують на металургійних підприємствах?
3. з яких елементів складається схема оборотного водопостачання металургійного заводу?
4. Як відбувається добування і переробка сировини?

Завдання

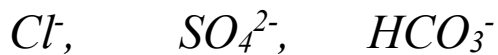
Вихідні дані: розрахувати 3-х ступінчасту установку для глибокого знесолення води. Витрата Q .

Аналіз води:

Катіони:



Аніоніти:



Інформація до розв'язання

Розрахунок аніонітових фільтрів 1-й ступені

Для фільтрів 1-го ступеня розрахункова обмінна здатність слабоосновних аніонітів АН-2Ф у вологому стані становить = 550г-екв / м³ (приймають по табл.5). Розрахункову швидкість фільтрування визначають за формулою:

$$v_p = \frac{E_{раб} \times h_a - 5 h_a \times A}{T \times A + 0.02 \times E_{раб} \times \ln A - 0.1 \ln A},$$

де h_a – висота завантаження аніонітових фільтрів 1-го ступеня, що дорівнює 2,5м;

A - вміст аніонітов сильних кислот у вихідній воді ($A = Cl^- + SO_4^{2-} = 2.37 + 14.63 \text{ г-екв/м}^3$);

T - тривалість роботи кожного фільтру між регенераціями:

$$T = (24/n) - t_1 - t_2 - t_3,$$

n - число регенерацій за добу (приймаємо 2...3);

t_1 - тривалість розпушування аніоніта (0,25ч);

t_2 - тривалість пропуску через аніоніт розчину луку для регенерації (дорівнює 1,5 год);

t_3 - тривалість відмивання аніоніту після регенерації (дорівнює 3 год).

Таблиця 5 – Характеристика аніонітів

Назва аніоніту	Розмір зерен, мм	Робоча обмінна ємність, г-екв/м ³	Примітка
АН – 2Ф	0,3...0,5	450-550	Стійкий в кислому середовищі до t=50°C
ЭДЭ – 10П	0,3...1,5	800	Теж
АВ - 17	0,2...1,6	650	Стійкий в кислому середовищі до t=50°C

Розрахунок аніонітових фільтрів 2-го ступеня

Для фільтрів 2-го ступеня розрахункова величина обмінної ємності:

$$E_{расч} = E_p - 0,5 q C_{SiO_3^{2-}}$$

Таблиця 6 – Залежність середньої концентрації за межрегенераційний період

Середня концентрація в мг / л в знесоленій воді за межрегенераційний період	Залишкова концентрація в фільтраті аніонітових фільтрів 1-го ступеня
0,02	0,1
0,05	0,2
0,07	0,3
0,1	0,4
0,12	0,5

0,13	0,6
0,15	0,7
0,17	0,8
0,18	0,9
0,2	1,0
0,22	1,1
0,23	1,2
0,25	1,3
0,26	1,4
0,28	1,5

Таблиця 7 - Залежність робочої кремнеємності аніоніту Еде-10П від концентрації кремнієвої кислоти у вихідній воді

Залишкова концентрація в фільтраті в момент вимикання на регенерацію в мг / л	Робоча кремнеємність аніонату в г-екв / м ³ при концентрації у вихідній воді в мг / л													
	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	33	36	39	42
0,1	15	23	29	34	37	39	40	43	44	45	46	47	49	50
0,5	27	35	39	43	47	50	53	57	61	64	67	70	74	77
1,0	38	45	50	55	60	64	67	70	73	76	79	82	86	89
1,5	50	56	61	67	70	73	76	80	84	87	90	93	97	100

Замість аніоніту Еде-10П можна приймати для завантаження сільноосновним АВ-17, розрахункова кремнеємність становить 420 г-екв / м³ (табл.8), тобто вона значно вище.

Таблиця 8 - Робоча кремнеємність сільноосновних аніонітів

Назва аніоніту	Робоча кремнеємність аніоніту в г-екв/м ³ до проскоку у фільтрат в мг/л	Витрата їдкого натру на
----------------	--	-------------------------

	0,1	0,5	1,0	регенерацію в кг на 1м ³ аніоніту
ЭДЭ – 10П	32	60	84	24,5
АВ – 16	176	238	255	144
АВ - 17	420	528	562	210

Аніоніти фільтрів 3-й ступеня підбирають за швидкістю фільтрування до 30м / год і h = 1,5 м. Тому в даному випадку ці фільтри прийняті тих же розмірів, що і для 2-го ступеня.

Вихідні дані

Таблиця – Варіанти завдань

№ варіанту	Вихідні дані					
	Витрата води, м ³ /доб	Вміст у вихідній воді, г/л				
		<i>CaCl₂</i>	<i>NaCl</i>	<i>Na₂SO₄</i>	<i>Ca(HCO₃)₂</i>	<i>K₂SO₄</i>
26.	1800	0,4	0,2	-	1,2	0,4
27.	2100	-	0,8	0,2	0,3	0,8
28.	4000	0,1	-	-	1,5	0,6
29.	3200	1,1	-	0,6	-	0,3
30.	2500	0,4	0,6	-	1,2	-
31.	3600	1,0	-	-	0,7	0,7
32.	1500	0,9	1,3	-	-	-
33.	1900	0,1	-	0,9	0,9	-
34.	2000	-	0,5	-	0,9	0,5
35.	4100	1,1	-	0,7	-	-
36.	3000	-	-	0,5	1,0	0,3
37.	1200	0,4	-	0,2	1,2	0,1
38.	1800	0,4	0,3	-	0,5	0,3
39.	3000	-	-	0,4	0,6	0,7

40.	2500	0,6	-	-	1,2	-
41.	3500	-	-	0,5	0,8	0,5
42.	4000	0,2	0,4	0,5	-	0,1
43.	2500	-	0,5	0,5	1,0	-
44.	3000	-	-	0,3	1,2	0,1
45.	4500	-	-	0,2	1,0	0,3
46.	4800	0,6	-	-	0,9	-
47.	4100	0,2	-	0,4	0,8	-
48.	3900	-	0,3	0,5	0,7	-
49.	3500	-	0,3	-	0,8	0,5
50.	3200	1,0	0,6	-	-	-

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ № 10,11 (4 год.)

Тема заняття: Розрахунок водень-катионітових фільтрів

Завдання: розрахувати водень-катионітові фільтри.

Інформація до розв'язання

При зм'якшенні води Na-катионітовим методом лужність води не міняється. Якщо, крім того, необхідно знизити лужність, застосовують H-катионітовий метод зм'якшення. Співвідношення витрат води, що подається на водень-катионітові і Na-катионітові фільтри (при паралельному H-катионуванні), визначають по формулах [1]:

$$g_n^H = g_n \cdot \frac{L - C}{A + L} = 180 \cdot \frac{5,0 - 0,4}{5,0 + 5,0} = 82,8 \approx 83 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (1)$$

де g_n^H - корисна витрата води, що подається на водень-катионітові фільтри, м³/год;

g_n - корисна продуктивність всієї установки, м³/год;

L - лужність вихідної води, мг-екв/л;

C - необхідна лужність зм'якшеної води, мг-екв/л;

A - сумарний вміст у зм'якшеній воді аніонів сильних кислот, мг-екв/л (у цьому випадку SO_4^{2-} й Cl^-).

* Згідно [1] вміст сульфатів і хлоридів у вихідній воді не повинен перевищувати 4 мг-екв/л, а натрія – 1...2 мг-екв/л.

Приклад. Відповідно до табл. 1.2 вихідна лужність $L = 5,0$ мг-екв/л. Задаємося лужністю зм'якшеної води. Припустимо, вона повинна бути не більше 0,4 мг-екв/л. Оскільки загальна продуктивність установка в даному прикладі дорівнює 180 м³/г, витрата води на Na-катионітові фільтри:

$$g_n^{Na} = g_n - g_n^H = 180 - 83 = 97 \text{ м}^3 / \text{год}$$

З останнього виразу видно, що 46 % води необхідно пропустити через водень-катионітові фільтри і 54% - через Na-катионітові.

Об'єм катіоніта у водень-катіонітових фільтрах слід визначати за формулою [1]:

$$W_n = \frac{24 \cdot g_n \cdot (C_z + C)}{n_p \cdot E_p^n} = \frac{24 \cdot 85 \cdot (10 + 1)}{2 \cdot 446} = 24,5 \text{ м}^3,$$

де C^{Na} - концентрація у воді катіонів натрію, г-екв/м³,
 n_p – кількість регенерацій за добу.

Робоча обмінна ємність

$$E_p^n = \alpha_n \cdot E_n - 0,5 \cdot g_y \cdot C_k,$$

де α_n - коефіцієнт ефективності регенерації водень-катіоніта (приймаємо по табл. 1.8);

g_y - питома витрата води на відмивання катіоніта після регенерації (приймаємо 4-5 м³/м³);

C_k - загальний вміст у воді катіонів кальцію, магнію, натрію і калію, мг-екв/м³.

Таблиця 1.3 - Питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію

Питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію, г/г-екв/м ³	50	100	150	200
Коефіцієнт ефективності регенерації	0,68	0,85	0,91	0,92

$$E_p^n = 0,85 \cdot 550 - 0,5 \cdot 4 \cdot (10 + 1) = 446 \text{ г - екв/м}^3$$

Звідки загальна площа фільтрів

$$F^n = \frac{W_n}{H^n} = \frac{24,5}{2,5} = 9,8 \text{ м}^2$$

Приймаємо фільтри діаметром 2,6 м, висота завантаження сульфовугілля 2,5 м. Число фільтрів $n = \frac{9,8}{5,2} = 1,88 \approx 2$.

Приймаємо два робочих фільтра й один резервний. Сумарна площа двох робочих фільтрів $\sum F^n = 2 \cdot 5,2 = 10,4 \text{ м}^2 > 9,8 \text{ м}^2$.

Фактична швидкість фільтрування:

при нормальному режимі

$$V_H = \frac{83}{2 \cdot 5,2} = 8 \text{ м/год} < 15 \text{ м/год},$$

при форсованому режимі (один фільтр виключений)

$$V_H = \frac{83}{(2 - 1) \cdot 5,2} = 16,1 \text{ м/год} < 25 \text{ м/год},$$

що цілком припустимо.

Воду після водень-катіонітових фільтрів (кислий фільтрат) змішують з водою, що пройшла Na-катіонітові фільтри (лужний фільтрат). У результаті взаємної нейтралізації зм'якшена вода отримує задану лужність. Змішаний фільтрат подається в дегазатор для видалення CO₂.

Витрату води Na-катіонітовими фільтрами розраховуємо згідно [1].

Розрахунок витрати води на власні потреби водень-катіонітових фільтрів

Витрата 100%-ної сірчаної кислоти на регенерацію одного фільтра

$$P_p^H = \frac{F^H \cdot H^H \cdot E_p^H \cdot q_y^H}{1000} = \frac{5,2 \cdot 2,5 \cdot 446 \cdot 90}{1000} = 525 \text{ кг}$$

де q_y^H - питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію 1м³ фільтра (приймаємо 90г/ г-екв).

Знаходимо добову витрату кислоти для регенерації всіх фільтрів:

$$\sum_{i=1}^n P_p^H = \frac{P_p^H \cdot n_p \cdot 100}{96} = 2 \cdot \frac{525 \cdot 2 \cdot 100}{96} = 2188 \frac{\text{кг}}{\text{доб}} = 2,19 \frac{\text{т}}{\text{доб}},$$

де 96- вміст кислоти в товарному продукті, %.

Регенерація водень-катіонітових фільтрів здійснюється 1,0...1,5% - ною сірчаною кислотою. Тому витрату води на приготування регенераційного розчину обчислюємо за формулою

$$Q_p^H = \frac{P_p^H \cdot 100}{1000 \cdot \rho_k} = \frac{525 \cdot 100}{1000 \cdot 1,5} = 35 \text{ м}^3$$

де ρ_k - вміст кислоти в регенераційному розчині, %.

Витрата води на розпушення одного фільтра знаходимо за формулою:

$$Q_{\text{роз}}^{\text{H}} = \frac{i^{\text{H}} \cdot f^{\text{H}} \cdot \tau^{\text{H}} \cdot 60}{1000} = \frac{3 \cdot 5,2 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 14 \text{ м}^3,$$

де i^{H} – інтенсивність розпушування, л/(с·м²) [за табл. 1.6];

f^{H} – площа фільтра, м²;

τ^{H} – тривалість розпушування, хв. [за табл. 1.6].

Витрата води на відмивання катіоніта одного фільтра від продуктів регенерації

$$Q_{\text{відм}}^{\text{H}} = q_{\text{відм}} \cdot f^{\text{H}} \cdot H^{\text{H}} = 4 \cdot 5,2 \cdot 2,5 = 52,7 \text{ м}^3,$$

Загальна додаткова витрата води за добу при дворазовій регенерації двох водень-катіонітових фільтрів

$$Q_{\text{доб}} = 2 \cdot (Q_{\text{р}}^{\text{H}} + Q_{\text{роз}}^{\text{H}} + Q_{\text{відм}}^{\text{H}})$$

$$Q_{\text{доб}} = 2 \cdot (35 + 14 + 52,1) = 404,5 \frac{\text{м}^3}{\text{доб}} = \frac{16,8 \text{ м}^3}{\text{год}},$$

тобто $16,8 \cdot 100 / 180 = 9,3\%$.

Для скорочення витрати води можна половину відмивної води використовувати для розпушення, завантаження і готування регенераційного розчину. Тоді витрату додаткової води можна скоротити:

$$Q_{\text{доб}} = 2 \cdot (Q_{\text{р}}^{\text{H}} + Q_{\text{роз}}^{\text{H}} + \frac{Q_{\text{відм}}^{\text{H}}}{2}) = 2 \cdot (35 + 14 + \frac{52,1}{2}) = 300,2 \frac{\text{м}^3}{\text{доб}} = \frac{12,5 \text{ м}^3}{\text{год}},$$

тобто $12,5 \cdot 100 / 180 = 6,9\%$.

Витрату води на Na-катіонітові фільтри знаходимо згідно з раніше наведеною методикою.

Витрата солі на регенерацію одного Na-катіонітового фільтра

$$G^{\text{Na}} = \frac{318 \cdot 5,2 \cdot 2,5 \cdot 150}{10^3} = 624,8 \text{ кг} \approx 625 \text{ кг}$$

Добова витрата солі

$$\sum G^{Na} = \frac{625 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 100}{93} = 4031 \text{ кг} / \text{доб} = 4,031 \text{ т} / \text{доб}$$

Витрата води на розпушення одного фільтра

$$Q_{\text{роз}}^{Na} = \frac{3 \cdot 5,2 \cdot 60 \cdot 15}{100} = 14 \text{ м}^3$$

Витрата води на регенерацію одного фільтра

$$Q_p^{Na} = \frac{625 \cdot 100}{1000 \cdot 1,034 \cdot 5} = 12,8 \text{ м}^3$$

Витрата води на відмивання катіоніта

$$Q_{\text{відм}}^{Na} = 4 \cdot 5,2 \cdot 2,5 = 51 \text{ м}^3$$

Загальна витрата води на одну регенерацію:

без використання відмивної води

$$\sum Q^{Na} = 14 + 12,8 + 51 = 77,8 \text{ м}^3 ;$$

з використанням 50% відмивної води на розпушення

$$\sum Q^{Na} = 14 + 12,8 + \frac{51}{2} = 52,3 \text{ м}^3$$

Середня годинна витрата води на власні потреби Na-катіонітових фільтрів:

без врахування відмивної води

$$\sum Q_{\text{год}}^{Na} = \frac{77,8 \cdot 2 \cdot 3}{24} = 19,45 \text{ м}^3 / \text{год} ;$$

з врахуванням відмивної води

$$\sum Q_{\text{год}}^{Na} = \frac{52,3 \cdot 2 \cdot 3}{24} = 13,09 \text{ м}^3 / \text{год} \quad \text{тобто } 7,7\%.$$

Загальна додаткова витрата води на водень-натрій-катіонітові фільтри з врахуванням відмив очної води

$$Q^{H+Na} = 12,5 + 13,09 = 25,59 \text{ м}^3 \quad \text{або } 14,2\%.$$

Вихідні дані

	Вихідні дані
--	---------------------

№ варианта	Расход воды, м ³ /сут	Содержание в исходной воде, г/л				
		<i>CaCl₂</i>	<i>NaCl</i>	<i>Na₂SO₄</i>	<i>Ca(HCO₃)₂</i>	<i>K₂SO₄</i>
51.	1800	0,4	0,2	-	1,2	0,4
52.	2100	-	0,8	0,2	0,3	0,8
53.	4000	0,1	-	-	1,5	0,6
54.	3200	1,1	-	0,6	-	0,3
55.	2500	0,4	0,6	-	1,2	-
56.	3600	1,0	-	-	0,7	0,7
57.	1500	0,9	1,3	-	-	-
58.	1900	0,1	-	0,9	0,9	-
59.	2000	-	0,5	-	0,9	0,5
60.	4100	1,1	-	0,7	-	-
61.	3000	-	-	0,5	1,0	0,3
62.	1200	0,4	-	0,2	1,2	0,1
63.	1800	0,4	0,3	-	0,5	0,3
64.	3000	-	-	0,4	0,6	0,7
65.	2500	0,6	-	-	1,2	-
66.	3500	-	-	0,5	0,8	0,5
67.	4000	0,2	0,4	0,5	-	0,1
68.	2500	-	0,5	0,5	1,0	-
69.	3000	-	-	0,3	1,2	0,1
70.	4500	-	-	0,2	1,0	0,3
71.	4800	0,6	-	-	0,9	-
72.	4100	0,2	-	0,4	0,8	-
73.	3900	-	0,3	0,5	0,7	-
74.	3500	-	0,3	-	0,8	0,5
75.	3200	1,0	0,6	-	-	-

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ №12

Тема заняття: Розрахунок однокорпусної випарної установки

Питання для самоконтролю

1. Для чого виконується стабілізаційна обробка?

2. 2. які реагенти застосовують для стабілізаційної обробки води?
3. 3. як обробляти воду сірчаною кислотою?
4. Які процеси відбуваються при фосфатній обробці?
5. Які вимоги ставляться до магномаси?

Завдання: Визначити витрату гріючої пари і площу поверхні нагрівання однокорпусної установки для концентрування розчину їдкового натру.

Вихідні дані для розрахунку

1. Витрата розчину $G = 2500$ кг/ч.
2. Початкова (вихідна) концентрація розчину $X_{поч} = 5\%$.
3. Кінцева концентрація розчину $X_{кін} = 40\%$.
4. Тиск гріючої пари $P_{г.п} = 0,6$ МПа.
5. Тиск вторинної пари $p_{вт} = 0,015$ МПа.
6. Розчин надходить в установку підігрітим до температури 100 °С.

Подача установки по випарюваній воді

$$W = G (1 - (X_{поч} / X_{кін})) = \frac{2500}{3800} \times \left(1 - \frac{5}{40}\right) = 0,6 \text{ кг/с.}$$

Перевіряємо кінцеву концентрацію випареного розчину:

$$X_{кон} = G X_{поч} / (G - W) = \frac{2500 \times 0,05}{2500 - 2160} = 0,36 = 36\%$$

Надалі розрахунок можна виконувати на 1 кг розчину, що надходить на випарювання:

$$w = W / G = \frac{2160}{2500} = 0,86 \text{ кг.}$$

Питома теплоємність розчину при початковій концентрації

$$C = (C_{сух} X_{поч} + (100 - X_{поч})) / 100 = \frac{4,13 \times 5 + (100 - 5)}{100} = 1,15 \text{ кДж/(кг·К),}$$

де $C_{сух}$ – питома теплоємність речовини в чистому виді, кДж/(кг·К),

$$C_{сух} = 4,13 \text{ кДж/(кг·К).}$$

Температурну депресію знаходять по довідкових матеріалах [2], $\Delta_+ = 28$ °С.

Гідростатичну і гідравлічну депресію можна прийняти

$$\Delta r + \Delta_{zidp} = 2^{\circ}\text{C}.$$

Тоді сумарна депресія

$$\Sigma\Delta = \Delta_{st} + \Delta r + \Delta_{zidp} = 28,0 + 2,0 = 30^{\circ}\text{C}.$$

Температура кипіння розчину

$$t_{кр} = 54 + 30 = 84^{\circ}\text{C}.$$

По таблицях водяної пари необхідно знайти ентальпії гріючої і вторинної пари:

$$P_{z.n} = 0,6 \text{ МПа}; \quad i_{z.n} = 2765 \text{ кДж/кг};$$

$$P_{в.м} = 0,15 \text{ МПа}; \quad i_{в.м} = 2489 \text{ кДж/кг}.$$

Коефіцієнти випару і самовипару:

$$\alpha_i = \frac{i_{z.n} - t_n}{i_{вт.м} - t_{к.р}} = \frac{2765 - 158,0}{2489 - 180,0} = 1,12;$$

$$\beta = \frac{i_0 - t_{к.р}}{i_{вт.м} - t_{к.р}} = \frac{101 - 180,0}{2489 - 180,0} = 0,034,$$

де t_0 – температура кипіння розчину на вході в апарат, $^{\circ}\text{C}$.

Питома витрата гріючої пари

$$d_{z.n} = \frac{\omega - C\beta}{\alpha_u} = \frac{0,86 - 1,15 \times 0,034}{1,12} = 0,82 \text{ кг/кг}.$$

Загальна витрата пари

$$D = d G_{нач} = 0,82 \times 2500 = 2052 \text{ кг/г}.$$

Теплова подача апарата

$$Q = D (i_{z.n} - t_n) = 2052 (2765 - 158) = 5349564 \text{ кДж/г}.$$

Температурний напір

$$\Delta t = 158,0 - 80,0 = 78^{\circ}\text{C}.$$

При розрахунку приймають коефіцієнт теплопередачі в I год $K=1530 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Площа поверхні нагрівання установки

$$\frac{Q}{F} = \frac{5349564}{k \times \Delta t} = \frac{5349564}{1530 \times 78} = 44,9 \text{ м}^2.$$

За ГОСТ II 987-8I вибираємо випарний апарат з наступними характеристиками:

номінальна площа поверхні теплообміну, м ²	63
діаметр труб, мм	38x2
висота труб, мм	4000
діаметр гріючої камери, мм	800
загальна висота апарата, мм	13000

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ № 13,14 (4 год.)

Тема заняття: Розрахунок багатокорпусної випарної установки

Питання для повторювання

1. Як визначити витрати води в системі оборотного водопостачання?
2. Як визначити розміри відстійників?
3. За якими параметрами складають балансові схеми?
4. Що таке продувка?

Завдання: Розрахувати прямоточну з природною циркуляцією багатокорпусну випарну установку для концентрування розчину хлористого кальцію.

Вихідні дані для розрахунку

1. Початкова витрата розчину $G_{ноч} = 7$ т/г.
2. Початкова (вихідна) концентрація розчину $X_{ноч} = 3\%$.
3. Кінцева концентрація розчину $X_{кін} = 40\%$.
4. Розчин в установку надходить підігрітим до температури кипіння $t_{ноч} = 100^\circ\text{C}$.
5. Обігрів здійснюється насиченою водяною парою з тиском $P_{з.н} = 0,8$ МПа.
6. Тиск у барометричному конденсаторі $P_{б.к} = 0,01$ МПа.
7. Висота гріючих труб $H_{тр} = 5$ м.
8. Відбір екстрапари не здійснюється.

Подача установки по випарюваній воді

$$W = \frac{7000}{3600} \left(1 - \frac{3}{40} \right) = 6475 \text{ кг/год} = 1,8 \text{ кг/с.}$$

Інформація до розв'язання

Розподіл концентрацій розчину по корпусах установки буде залежати від співвідношення навантажень по випарюваній воді у кожному апараті. На підставі практичних даних можна прийняти масові кількості випарюваної води по корпусах у наступному співвідношенні: $1:2:3 = 1,0:1,1:1,2$.

Тоді масова витрата випарюваної води у першому корпусі

$$W_1 = \frac{6475 \times 1}{3600(1 + 1,1 + 1,2)} = 0,545 \text{ кг/с,}$$

у другому

$$W_2 = \frac{1,1 \times W}{3,3} = 0,599 \text{ кг/с,}$$

у третьому

$$W_3 = \frac{1.2 \times W}{3.3} = 0,654 \text{ кг/с.}$$

Разом $W = 1,779 \text{ кг/с} = 1,8 \text{ кг/с.}$

Потім визначають концентрацію розчину по корпусах, використовуючи рівняння теплового балансу. З першого корпуса в другий перейде розчину:

$$G_1 = C_{\text{поч}} - W_1 = \frac{7000}{3600} - 0.545 = 1,94 - 0,545 = 1,395 \text{ кг/с.}$$

Концентрація розчину

$$X_1 = G_{\text{поч}} X_{\text{поч}} / (G_{\text{поч}} - W_1) = \frac{1.94 \times 3}{1.94 - 0.545} = 4,17\%$$

Із другого корпуса в третій перейде розчину

$$G_2 = G_{\text{поч}} - W_1 - W_2 = 1,94 - 0,545 - 0,599 = 0,796 \text{ кг/с.}$$

Концентрація розчину

$$X_2 = \frac{1.94 \times 3}{0.796} = 7,3\%$$

Із третього корпуса виходить розчину

$$G_{\text{кін}} = G_{\text{поч}} - W = 1,94 - 1,8 = 0,14 \text{ кг/с.}$$

з концентрацією

$$X_{\text{кін}} = \frac{1.94 \times 3}{0.14} = 41,5 \%$$

що відповідає завданню.

Розрахунок перепаду тиску по корпусах

З вихідних даних видно, що загальний перепад тиску в установці дорівнює різниці тисків гріючої пари і пари в барометричному конденсаторі:

$$\Delta p = 0,8 - 0,01 = 0,79 \text{ МПа.}$$

Попередньо загальний перепад тисків розподіляємо між корпусами установки нарівно, тобто на кожний корпус можна прийняти

$$\Delta p = 0,79:3 = 0,263 \text{ МПа.}$$

Тоді абсолютні тиски розподіляться по корпусах у такий спосіб:

- у третьому корпусі $P_3 = 0,01 \text{ МПа}$ (задане),

- у другому $P_2 = 0,01 + 0,263 = 0,273$ МПа; у першому $P_1 = 0,273 + 0,263 = 0,536$ МПа.

Тиск гріючої пари

$$P_{г.п} = 0,536 + 0,263 = 0,799 \approx 0,8 \text{ МПа,}$$

що відповідає завданню.

Знаходимо температури насичених пар води й питомі теплоти паротворення для прийнятих тисків (табл. 1.13).

Таблиця 1.4 - Температури насичених пар води й питомі теплоти паротворення

Температура насиченої пари, С	Питома теплота паротворення
гріюча пара, $t_{1год} = 169,6$;	$r_1 = 2057$ кДж/кг;
у першому корпусі $t_{2год} = 153,2$;	$r_2 = 2113$ кДж/кг ;
у другому $t_{3год} = 121,7$;	$r_3 = 2156$ кДж/кг ;
у третьому $i = 45,4$;	$r_4 = 2190$ кДж/кг.

Розрахунок температурних втрат

Знаходимо температури кипіння розчинів при атмосферному тиску (табл.1.14) і визначаємо температурну депресію по корпусах згідно.

Таблиця 1.5 - Температури кипіння розчинів при атмосферному тиску

Корпус	Концентрація $CaCl_2$. %	Температура кипіння, °С	Депресія°С
Перший	4,17	100,8	0,8
Другий	7,46	101,5	1,5
Третій	40,0	120,0	20,0

При спрощеному розрахунку температурну депресію можна не уточнювати. Отже, сумарна температурна депресія

$$\Delta t_g = 0,8 + 1,5 + 20,0 = 22,3^\circ\text{C.}$$

Потім розраховуємо гідростатичну депресію, що обумовлена різницею тисків у середньому шарі киплячого розчину і на його поверхні. Для цього

спочатку знаходимо за довідковим даними щільність розчину хлористого кальцію при температурі 20 °С (табл. 1.15).

Таблиця 1.6 - Щільність розчину хлористого кальцію при температурі 20 °С

Корпус	Концентрація CaCl_2 , %	Щільність, кг/м^3
Перший	4,17	1014
Другий	7,46	1033
Третій	40,0	1390

При визначенні щільності розчинів по кожному корпусу зневажають зміною її з підвищенням температури від 20°С до температури кипіння через малість коефіцієнта об'ємного розширення.

Далі визначаємо температури вторинних пар по корпусах установки (для цього гідравлічну депресію між корпусами установки приймаємо рівної 1°С):

$$t_{\text{в.н.1}} = t_{\text{с.н.2}} + \Delta_{\text{гидр}} = 153,2 + 1,0 = 154,2 ;$$

$$t_{\text{в.н.2}} = t_{\text{с.н.3}} + \Delta_{\text{гидр}} = 121,7 + 1,0 = 122,7 ;$$

$$t_{\text{в.н.3}} = t_{\text{с.н.4}} + \Delta_{\text{гидр}} = 45,4 + 1,0 = 46,4 .$$

Знаючи температури вторинних пар, знаходимо їхні тиски [3].

Температура вторинних пар, °С: $t_{\text{в.н.1}} = 54,2$; $t_{\text{в.н.2}} = 122,8$; $t_{\text{в.н.3}} = 46,4$,

Тиск, МПа: 0,54; 0,27; 0,011 відповідно.

Розраховуємо тиск у середньому шарі киплячого розчину кожного корпуса випарної установки. При бульбашковому режимі кипіння розчину перенаповнення $\varepsilon = 0,4 \dots 0,6$. Для даного випадку приймемо $\varepsilon = 0,5$.

Тоді тиск у середньому шарі кип'ятільних труб

$$P_{1cp} = P_{\text{в.н.1}} + \frac{\rho_1 g H_{mp}}{2} (1 - \varepsilon) =$$

$$= 0,54 + \frac{1014 \times 9,8 \times 5}{2} (1 - 0,5) = 54,0 \times 10^4 + 1,24 \times 10^4 = 55,24 \times 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{2cp} = 0,27 + \frac{1033 \times 9,8 \times 5}{2} (1 - 0,5) = 27,0 \times 10^4 + 1,26 \times 10^4 = 28,26 \times 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{3cp} = 0,011 + \frac{1390 \times 9,8 \times 5}{2} (1 - 0,5) = 1,1 \times 10^4 + 1,7 \times 10^4 = 2,8 \times 10^4 \text{ Па};$$

Цим тискам відповідають наступні температури кипіння і теплоти випарування розчинника.

Таблиця 1.7 - Температури кипіння й теплоти випарування розчинника

Тиск	Температура кипіння	Теплота випару
$P_{1cp} = 0,552$ МПа	154,6 °С	2107 кДж/кг
$P_{2cp} = 0,282$ МПа	131,5 °С	2180 кДж/кг
$P_{3cp} = 0,028$ МПа	66,8 °С	2189 кДж/кг

Гідростатична депресія:

у першому корпусі

$$\Delta_{1r} = t_{1cp} - t_{1en} = 154,6 - 154,2 = 0,4^{\circ}\text{C};$$

у другому

$$\Delta_{2r} = t_{2cp} - t_{2en} = 131,5 - 122,8 = 8,7^{\circ}\text{C};$$

у третьому

$$\Delta_{3r} = t_{3cp} - t_{3en} = 130,5 - 121,4 = 9,1^{\circ}\text{C};$$

Сума гідростатичних депресій

$$\Sigma\Delta_r = \Delta_{1r} + \Delta_{2r} + \Delta_{3r} = 0,4 + 8,7 + 9,1 = 18,2^{\circ}\text{C}.$$

Втрату різниці температур між корпусами приймаємо 1°С. Отже, сумарні втрати теплоти від гідравлічних депресій

$$\Sigma\Delta_{eio\phi} = 1 \times 3 = 3^{\circ}\text{C}.$$

Сумарні температурні втрати для установки в цілому

$$\Sigma\Delta t_{nom} = \Sigma\Delta g + \Sigma\Delta r + \Sigma\Delta_{eio\phi} = 22,3 + 18,2 + 3,0 = 43,5^{\circ}\text{C}.$$

Температури кипіння розчинів по корпусах установки:

у першому корпусі

$$t_{1k} = t_{2r} + \Delta_{1g} + \Delta_{1r} + \Delta_{1eio\phi} = 153,2 + 0,8 + 0,4 + 1,0 = 155,4^{\circ}\text{C}.$$

у другому

$$t_{2k} = t_{3r} + \Delta_{2g} + \Delta_{2r} + \Delta_{2eio\phi} = 121,7 + 8,7 + 1,0 = 131,4^{\circ}\text{C}.$$

у третьому

$$t_{3k} = t_{4r} + \Delta_{3g} + \Delta_{3r} + \Delta_{3eio\phi} = 45,4 + 20,0 + 9,1 + 1,0 = 75,5^{\circ}\text{C}.$$

Розрахунок корисної різниці температур

Загальна різниця температур

$$\Delta t_0 = 169,6 - 45,5 = 124,2^\circ\text{C}.$$

Отже, корисна різниця температур всієї установки

$$\Delta t_{\text{кор}} = 124,2 - 43,5 = 80,7^\circ\text{C}.$$

Корисні різниці температур:

у першому корпусі

$$\Delta t_{1\text{кор}} = t_{1r} - t_{1\text{до}} = 169,6 - 155,4 = 14,2^\circ\text{C},$$

у другому

$$\Delta t_{2\text{кор}} = t_{2r} - t_{2\text{до}} = 153,2 - 131,4 = 21,8^\circ\text{C},$$

у третьому

$$\Delta t_{3\text{кор}} = t_{3r} - t_{3\text{до}} = 121,7 - 75,5 = 46,2^\circ\text{C}.$$

Загальна корисна різниця температур

$$\Delta t_{\text{кор}} = 14,2 + 21,8 + 46,2 = 81,5^\circ\text{C}.$$

Розрахунок теплових навантажень

Теплові навантаження по корпусах визначаємо рішенням рівнянь теплових балансів. Для спрощення теплові баланси складемо без урахування теплових втрат. Тоді витрата теплоти:

у першому корпусі

$$Q_1 = W_1 \times r_2 = 0,545 \times 2113 \times 10^3 = 1151500 \text{ Вт},$$

у другому

$$\begin{aligned} Q_2 &= W_2 \times r_3 - G_1 C_1 (t_{1\text{до}} - t_{2\text{к}}) = \\ &= 0,599 \times 2156 \times 10^3 - 1,55 \times 4190 \times 0,96 (155,4 - 131,4) = 1197580 \text{ Вт}, \end{aligned}$$

у третьому

$$\begin{aligned} Q_3 &= W_3 \times r_4 - G_2 C_2 (t_{2\text{до}} - t_{3\text{к}}) = \\ &= 0,654 \times 2190 \times 10^3 - 1,12 \times 4190 \times 0,948 (131,4 - 75,5) = 1343285 \text{ Вт}. \end{aligned}$$

Витрата гріючої пари у першому корпусі

$$G_{\text{г.п.}} = 1151500 / (2057 \times 10^3) = 0,56 \text{ кг/с}.$$

Питома витрата пари на випарювання

$$D = 0,56/1,8 = 0,31 \text{ кг/кг.}$$

Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі

Коефіцієнти теплопередачі по корпусах, Вт/(м²·К)

$$\alpha_1 \left(\frac{1}{\lambda} + \frac{1}{\lambda_2} \right),$$

де α_1 – коефіцієнт теплопередачі від пари, що конденсується, до стінки, Вт/(м·К); значення α_1 коливається в межах 3000...17500 Вт/(м·К);

$\sum \sigma/\lambda$ – термічний опір стінки і накипу, м²·К/Вт,

$$\sum \sigma/\lambda = \frac{0.002}{25.0} + \frac{0.0005}{2.42} = 2,87 \times 10^{-4} \text{ м}^2 \times \text{К} / \text{Вт},$$

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до рідини, м²·К /Вт.

Для всіх корпусів установки можна прийняти $\alpha_1 = 1000.0$ Вт/(м²·К).

За формулою Стермана:

у першому корпусі

$$\alpha_2^3 = 1,9 P_{в.п}^{0.4} g^{0.73}$$

$$\alpha_2^3 = 1,9 \times 0,011^{0.4} \times 20000^{0.73} = 393 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{год} \times \text{град}),$$

де P – тиск вторинної пари в установці, МПа;

g – питома теплове навантаження для установок із природною циркуляцією, можна прийняти $g = 20000 \dots 50000$ Вт/м²;

у другому

$$\alpha_2^2 = 11,3 \times 0,27^{0.4} \times 20000^{0.548} = 1400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{год} \times \text{град}),$$

у третьому

$$\alpha_2^1 = 97,7 \times 0,54^{0.4} \times 20000^{0.373} = 2972 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{год} \times \text{град}).$$

Тоді коефіцієнт теплопередачі:

у третьому корпусі

$$k_3 = \frac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87 \times 10^4 + \frac{1}{393.0}} = 263 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

у другому

$$k_2 = \frac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87 \times 10^4 + \frac{1}{1400}} = 1000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

у першому

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87 \times 10^4 + \frac{1}{2972}} = 1428 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}).$$

Розподіл корисної різниці температур

Корисні різниці температур у корпусах установки можна знайти з умови рівності поверхні їхнього нагрівання:

у першому корпусі

$$\Delta t_{кор,j} = \sum_{j=1}^n \Delta t_{кор}^{j=1}$$

$$\Delta t_{кор,j} = 81,5 \frac{1151500/1428}{\frac{1151500}{1428} + \frac{1197580}{1000} + \frac{1343285}{263}} = 9,2^\circ\text{C},$$

де $\Delta t_{кор}$, Q_j , K_j – відповідно корисна різниця температур, теплове навантаження й коефіцієнт теплопередачі для j -го корпуса,

у другому

$$\Delta t_{кор,2} = 81,5 \frac{1195}{7111} = 13,04^\circ\text{C},$$

у третьому

$$\Delta t_{кор,3} = 81,5 \frac{5107}{7111} = 58,53^\circ\text{C},$$

Площа поверхні теплопередачі в першому корпусі

$$F_1 = \frac{1151500}{1428 \times 9.2} = 87,6 \text{ м}^2,$$

у другому

$$F_2 = \frac{1197580}{1000 \times 13.04} = 91,8 \text{ м}^2,$$

у третьому

$$F_3 = \frac{1343285}{263 \times 58.53} = 87,2 \text{ м}^2 .$$

За ГОСТ 11987-81 вибираємо випарний апарат з наступними характеристиками:

номінальна площа поверхні теплообміну, м ²	112
діаметр труб, мм	38x2
висота труб, мм	5000
діаметр гріючої камери, мм	1000
діаметр циркуляційної труби, мм	600
загальна висота апарата, мм	13000

Розрахунок барометричного конденсатора

Витрата води в конденсаторі

$$G_6 = \frac{0.654 (2583000 - 4.19 \times 10^3 \times 43.4)}{4.19 \times 10^3 (43.4 - 20)} = 16 \text{ кг/с.}$$

Діаметр барометричного конденсатора

$$d_{6.к} = \sqrt{\frac{4 \times 0.654}{0.98 \times 3.14 \times 20}} = 0,2 \text{ м.}$$

По нормалях НИИХИММАШа підбираємо конденсатор діаметром, що дорівнює розрахунковому або найближчому більшому. У цьому випадку можна прийняти $d_{6.к} = 600 \text{ мм}$.

Швидкість води в барометричній трубці

$$v_6 = \frac{4 (16.0 + 0.654)}{1000 \times 3.14 \times 0.3^2} = 0.235 \text{ м/с.}$$

Висота барометричної труби

$$\begin{aligned}
 H_{\sigma.m} &= \frac{B}{1000 \times 9.8} + \left(1 + 1.5 + 0.013 \times \frac{H_{\sigma.m.}}{0.3} \right) \frac{0.235^2}{2 \times 9.8} + 0.5 = \\
 &= \frac{8.7 \times 10^4}{1000 \times 9.8} + \left(1 + 1.5 + 0.013 \times \frac{H_{\sigma.m.}}{0.3} \right) \frac{0.235^2}{2 \times 9.8} + 0.5 = 9,4 \text{ м,}
 \end{aligned}$$

де $B = 8,7 \times 10^4 - 1,1 \times 10^4 = 8,7 \times 10^4 \text{ Па}$.

